

IDS-4

DERWENT-
ACC-NO: 1996-012377

DERWENT-
WEEK: 200279

COPYRIGHT 1999 DERWENT INFORMATION LTD

TITLE: Selective hydrogenation of petrol from catalytic cracking units - using selective hydrogenation unit interposed between a butane removal unit and a pentane or hexane removal unit

INVENTOR: CAMERON, C; COSYNS, J

PATENT-ASSIGNEE: CAMERON, C COSYNS, J INST FRANCAIS DU PETROLE[INSF]

PRIORITY-DATA: 1994FR-0006708 (June 1, 1994)

PATENT-FAMILY:

PUB-NO	PUB-DATE	LANGUAGE	PAGES	MAIN-IPC
EP 685552 B2	November 27, 2002	F	000	C10G 045/40C10G 045/40C10G 049
EP 685552 A1	December 6, 1995	F	008	/06N/A C10G 045/40C10G 045/40
FR 2720754 A1	December 8, 1995	N/A	013	
EP 685552 B1	February 9, 2000	F	000	
DE 69514957 E	March 16, 2000	N/A	000	
ES 2144587 T3	June 16, 2000	N/A	000	

DESIGNATED-STATES: DE ES GB IT DE ES GB IT DE ES GB IT

CITED-
DOCUMENTS: EP 554151; EP 564329 ; FR 2482953 ; GB 1346778 ; GB 1565754 ; GB 2053959

APPLICATION-DATA:

PUB-NO	APPL-DESCRIPTOR	APPL-NO	APPL-DATE
EP 685552B2	N/A	1995EP-0401244	May 29, 1995
EP 685552A1	N/A	1995EP-0401244	May 29, 1995
FR 2720754A1	N/A	1994FR-0006708	June 1, 1994
DE 69514957E	N/A	1995DE-0614957	May 29, 1995
DE 69514957E	N/A	1995EP-0401244	May 29, 1995
DE 69514957E	Based on	<u>EP 685552</u>	N/A
ES 2144587T3	N/A	1995EP-0401244	May 29, 1995
ES 2144587T3	Based on	<u>EP 685552</u>	N/A

INT-CL (IPC): C10G045/40, C10G049/06 , C10G069/04

ABSTRACTED-PUB-NO: EP 685552A

BASIC-ABSTRACT:

A new method is used for the selective hydrogenation of petrol, obtd. from a catalytic cracking process, with a di-olefin content less than 5%, cyclopentadiene less than 1%, mercaptans 1-300 ppm. The petrol cut C5 - 210deg. C is contacted with a catalyst comprising 0.1-1% Pd deposited on a support contg. at least 50% Al₂O₃, at 4-25 bar, 80-200deg. C and LHSV of 1-10h⁻¹.

Figures (1) and (2) illustrate the nature of the process. In figure (1), a C3-180deg. C cut is delivered to the de-butaniser (3) to separate the C3-C4 fraction. The C5-180deg. C (or C5-160deg. C or C5-210deg. C, where applicable), i.e. the C5 + petrol cut from catalytic cracking is introduced in a zone (4) of selective hydrogenation and H₂ is also introduced (5). The hydrogenated cut passes into (6) of sepn. which is a de-pentaniser (C5 sepn.) or de-hexaniser (C5 + C6 sepn.). Thus a C5 or C5 + C6 fraction is obtd., sent to an etherification unit and a C7+ fraction sent to a petrol stock.

The catalytic hydrogenation reactor, shown in figure (2), (10) is arranged in two catalytic zones (11) and (12); the first is traversed by the liq. charge and some H₂ (less than the stoichiometric amt. necessary to convert all diolefins to mono olefins). In this zone the sweetening process also takes place. The second zone receives the charge from the first zone (and the remainder of the H₂ required to convert diolefin to olefins and to isomerise prim. and sec. olefins to tert olefins). The proportion (vol.) of the first zone is at most 50% of the sum of the two zones (pref. 15-30%). The hydrogenation unit operates at pressures lower than the de-butaniser, and the de-pentaniser (or de-hexaniser) requires only 13-15 bar. Charge circulation can thus be effected by a slight de-pressurisation at the exit of the hydrogenation unit. The high temp. at the base of the de-butaniser and the high activity of the hydrogenation catalyst allows the unit (4) to be operated without further pre-heating of the charge.

USE - The invention relates exclusively to petrols from catalytic cracking units. They contain 15-40% olefins (olefins, di-olefins and cyclo-olefine) with a conjugated di-olefin content less than 5% (generally 4% max.). After hydrogenation, the diene content is reduced to less than 1000 ppm; after selective hydrogenation, the diene content of the C5 and C6 cut is reduced to less than 250 ppm. In catalytically cracked petrols, the content of cyclopentadiene is generally less than 0.5% and the mercaptan content less than 200 ppm.

ADVANTAGE - The chosen reaction conditions enables the operation downstream from the de-butaniser to be effected without the addn. of pre-heaters or pump units, and pref. using a single reactor. The operation also includes isomerisation of the olefins (prim. and sec.) to tert. prods., thus increasing the quantity of etherifiable cpds., and sweetening (transformation of mercaptans). The petrol obtd. has a better stability oxidn. and an improved octane index.

ABSTRACTED-PUB-NO: EP 685552B

EQUIVALENT-ABSTRACTS:

A new method is used for the selective hydrogenation of petrol, obtd. from a catalytic cracking process, with a di-olefin content less than 5%, cyclopentadiene less than 1%, mercaptans 1-300 ppm. The petrol cut C5 - 210 deg. C is contacted with a catalyst comprising 0.1-1% Pd deposited on a support contg. at least 50% Al₂O₃, at 4-25 bar, 80-200 deg. C and LHSV of 1-10h⁻¹.

Figures (1) and (2) illustrate the nature of the process. In figure (1), a C3-180 deg. C cut is delivered to the de-butaniser (3) to separate the C3-C4 fraction. The C5-180 deg. C (or C5-160 deg. C or C5-210

deg. C, where applicable), i.e. the C5 + petrol cut from catalytic cracking is introduced in a zone (4) of selective hydrogenation and H₂ is also introduced (5). The hydrogenated cut passes into (6) of sepn. which is a de-pentaniser (C5 sepn.) or de-hexaniser (C5 + C6 sepn.). Thus a C5 or C5 + C6 fraction is obtd., sent to an etherification unit and a C7+ fraction sent to a petrol stock.

The catalytic hydrogenation reactor, shown in figure (2), (10) is arranged in two catalytic zones (11) and (12); the first is traversed by the liq. charge and some H₂ (less than the stoichiometric amt. necessary to convert all diolefins to mono olefins). In this zone the sweetening process also takes place. The second zone receives the charge from the first zone (and the remainder of the H₂ required to convert diolefin to olefins and to isomerise prim. and sec. olefins to tert olefins). The proportion (vol.) of the first zone is at most 50% of the sum of the two zones (pref. 15-30%). The hydrogenation unit operates at pressures lower than the de-butaniser, and the de-pentaniser (or de-hexaniser) requires only 13-15 bar. Charge circulation can thus be effected by a slight de-pressurisation at the exit of the hydrogenation unit. The high temp. at the base of the de-butaniser and the high activity of the hydrogenation catalyst allows the unit (4) to be operated without further pre-heating of the charge.

USE - The invention relates exclusively to petrols from catalytic cracking units. They contain 15-40% olefins (olefins, di-olefins and cyclo-olefine) with a conjugated di-olefin content less than 5% (generally 4% max.). After hydrogenation, the diene content is reduced to less than 1000 ppm; after selective hydrogenation, the diene content of the C5 and C6 cut is reduced to less than 250 ppm. In catalytically cracked petrols, the content of cyclopentadiene is generally less than 0.5% and the mercaptan content less than 200 ppm.

ADVANTAGE - The chosen reaction conditions enables the operation downstream from the de-butaniser to be effected without the addn. of pre-heaters or pump units, and pref. using a single reactor. The operation also includes isomerisation of the olefins (prim. and sec.) to tert. prods., thus increasing the quantity of etherifiable cpds., and sweetening (transformation of mercaptans). The petrol obtd. has a better stability oxidn. and an improved octane index.

CHOSEN-
DRAWING: Dwg.1,2/2

TITLE-
TERMS: SELECT HYDROGENATION GASOLINE CATALYST CRACK UNIT SELECT
HYDROGENATION UNIT INTERPOSED BUTANE REMOVE UNIT PENTANE
HEXANE REMOVE UNIT

DERWENT-CLASS: H04 H06

CPI-CODES: H04-E08; H06-B01;

UNLINKED-DERWENT-REGISTRY-NUMBERS: ; 1532S ; 1544S

SECONDARY-ACC-NO:

CPI Secondary Accession Numbers: C1996-004052

PUB-NO: EP000685552A1
DOCUMENT-IDENTIFIER: EP 685552 A1
TITLE: Process and installation for the selective hydrogenation of catalytic cracking gasoline.
PUBN-DATE: December 6, 1995

INVENTOR-INFORMATION:

NAME COUNTRY
COSYNS, JEAN FR
CAMERON, CHARLES FR

ASSIGNEE-INFORMATION:

NAME COUNTRY ASSIGNEE-INFORMATION:
INST FRANCAIS DU PETROL FR

APPL-NO: EP95401244

APPL-DATE: May 29, 1995

PRIORITY-DATA: FR09406708A (June 1, 1994)

INT-CL (IPC): C10G045/40 , C10G069/04

EUR-CL (EPC): C10G045/40 , C10G069/04

ABSTRACT:

CHG DATE=19990617 STATUS=O> A new method is used for the selective hydrogenation of petrol, obtd. from a catalytic cracking process, with a di-olefin content less than 5%, cyclopentadiene less than 1%, mercaptans 1-300 ppm. The petrol cut C5 - 210 degrees C is contacted with a catalyst comprising 0.1-1% Pd deposited on a support contg. at least 50% Al2O3, at 4-25 bar, 80-200 degrees C and LHSV of 1-10h<-1>. Figures (1) and (2) illustrate the nature of the process. In figure (1), a C3-180 degrees C cut is delivered to the de-butaniser (3) to separate the C3-C4 fraction. The C5-180 degrees C (or C5-160 degrees C or C5-210 degrees C, where applicable), i.e. the C5 + petrol cut from catalytic cracking is introduced in a zone (4) of selective hydrogenation and H2 in also introduced (5). The hydrogenated cut passes into (6) of sepn. which is a de-pentaniser (C5 sepn.) or de-hexaniser (C5 + C6 sepn.). Thus a C5 or C5 + C6 fraction is obtd., sent to an etherification unit and a C7+ fraction sent to a petrol stock. The catalytic hydrogenation reactor, shown in figure (2), (10) is arranged in two catalytic zones (11) and (12); the first is traversed by the liq. charge and some H2 (less than the stoichiometric amt. necessary to convert all diolefins to mono olefins). In this zone the sweetening process also takes place. The second zone receives the charge from the first zone (and the remainder of the H2 required to convert diolefin to olefins and to isomerise prim. and sec. olefins to tert olefins). The proportion (vol.) of the first zone is at most 50% of the sum of the two zones (pref. 15-30%). The hydrogenation unit operates at pressures

lower than the de-butaniser, and the de-pentaniser (or de-hexaniser) requires only 13-15 bar. Charge circulation can thus be effected by a slight de-pressurisation at the exit of the hydrogenation unit. The high temp. at the base of the de-butaniser and the high activity of the hydrogenation catalyst allows the unit (4) to be operated without further pre-heating of the charge.



⑪ Numéro de publication : **0 685 552 A1**

⑫

DEMANDE DE BREVET EUROPEEN

⑰ Numéro de dépôt : **95401244.9**

⑸ Int. Cl.⁶ : **C10G 45/40, C10G 69/04**

⑱ Date de dépôt : **29.05.95**

⑳ Priorité : **01.06.94 FR 9406708**

④③ Date de publication de la demande :
06.12.95 Bulletin 95/49

⑧④ Etats contractants désignés :
DE ES GB IT

⑦① Demandeur : **INSTITUT FRANCAIS DU
PETROLE**
4, avenue de Bois Préau
F-92502 Rueil-Malmaison (FR)

⑦② Inventeur : **Cosyns, Jean**
50, route d'Herbeville
F-78580 Maule (FR)
Inventeur : **Cameron, Charles**
6 rue Tournefort
F-75005 Paris (FR)

⑤④ **Procédé et installation pour le traitement par hydrogénation sélective d'une essence de craquage catalytique.**

⑤⑦ L'invention concerne un procédé de traitement par hydrogénation sélective de l'essence de craquage catalytique, avec un catalyseur comprenant 0,1 à 1 % poids de palladium déposé sur un support, à une température de 80-200 °C, une pression de 4-25 bar, une vitesse spatiale liquide de 1-10 h⁻¹. Il se produit également une isomérisation des oléfines primaires et secondaires en oléfines tertiaires permettant d'augmenter la quantité de produits étherifiables et un adoucissement (transformation des mercaptans). L'essence obtenue présente une meilleure stabilité à l'oxydation et un indice d'octane amélioré.

L'installation selon l'invention comporte une unité d'hydrogénation sélective placée entre le débuteur et un dépentaniseur ou un déhexaniseur.

EP 0 685 552 A1

La production d'essence reformulé répondant aux nouvelles normes d'environnement nécessite notamment que l'on diminue leur concentration en oléfines, en aromatiques (surtout le benzène) et en soufre.

La diminution de la concentration en oléfines est souvent obtenue par éthérification des 2-méthylbutènes et tertioamylméthyléther voire parfois des 2-méthylpentènes et 3-méthylpentène-2 avec tertioamylméthyléther.

5 L'éthérification est ainsi une manière élégante de diminuer la teneur en oléfines tout en les transformant en éthers à hauts indices d'octane recherchés pour moteur.

Cependant, la présence de dioléfines dans les essences de craquage catalytique entraîne une désactivation du catalyseur d'éthérification par formation de gommages, celles-ci provoquant également une dégradation de la qualité de l'éther produit.

10 On a donc développé un procédé qui permet d'hydrogéner sélectivement les dioléfines en oléfines correspondantes, et de réaliser conjointement à l'hydrogénation des dioléfines l'isomérisation au moins en partie des oléfines primaires et/ou secondaires en oléfines tertiaires et par exemple l'isomérisation du 3-méthylbutène-1 non éthérifiable en 2-méthylbutène-2 éthérifiable.

On a aussi découvert qu'il est possible d'adoucir au moins en partie l'essence de craquage catalytique par transformation des mercaptans en autres produits sulfurés grâce aux conditions particulières de l'invention et un agencement particulier du réacteur catalytique de la présente invention. Par adoucissement, on comprend une réaction d'addition d'oléfine sur un mercaptan.

Plus précisément, l'invention a pour objet un procédé de traitement par hydrogénation sélective de l'essence de craquage catalytique, par mise au contact de la coupe C₅-210°C avec un catalyseur comprenant 20 0,1 à 1 % de palladium déposé sur un support, sous une pression de 4-25 bar, à une température de 80-200 °C, avec une vitesse spatiale horaire du liquide (LHSV) de 1 à h⁻¹.

Le catalyseur doit comporter du palladium (0,1 à 1 % poids, et de préférence 0,2-0,5 % poids) déposé sur un support contenant au moins 50% d'alumine, et de préférence au moins 90%, et avantageusement ce support est de l'alumine pure.

25 Un autre métal peut être associé pour former un catalyseur bimétallique, tel que l'or (Au/Pd exprimé en poids supérieur ou égal à 0,1 et inférieur à 1, et de préférence compris entre 0,2 et 0,8).

Le catalyseur comporte ainsi essentiellement du palladium ou du palladium et de l'or.

Le choix des conditions opératoires est particulièrement important. On opérera le plus généralement sous pression en présence d'une quantité d'hydrogène en faible excès par rapport à la valeur stoechiométrique nécessaire pour hydrogéner les dioléfines. L'hydrogène et la charge à traiter sont injectés en courants ascendants ou descendants dans un réacteur de préférence à lit fixe de catalyseur. La température est comprise le 30 plus généralement entre 80 et 200 °C, en particulier entre 130 et 200 °C et de préférence entre 150 et 170 °C.

La pression est suffisante pour maintenir la majeure partie de l'essence à traiter en phase liquide dans le 35 réacteur à savoir le plus généralement entre 4 et 25 bar et de préférence au-dessus de 10 bar. Une pression avantageuse est comprise entre 10-20 bar, et de préférence entre 12-16 bar.

La vitesse spatiale est dans ces conditions établie entre 1-10 h⁻¹, de préférence inférieure à 10 h⁻¹ et mieux entre 4 et moins de 10 h⁻¹.

On peut également injecter avec cette essence des traces d'oxygène en très faible concentration à savoir 40 de l'ordre de 100 à 500 ppm mole.

L'invention concerne exclusivement des essences de craquage catalytique.

Contrairement aux essences de pyrolyse qui contiennent environ 50% de dioléfines la coupe essence de craquage catalytique contient généralement de 15 à 40 % d'oléfinas (oléfinas, dioléfinas et cyclooléfinas) avec une teneur en dioléfinas conjuguées inférieure à 5% et généralement d'au plus 4%. Après hydrogénation, la 45 teneur en diènes est réduite à moins de 1000 ppm. La teneur en diène dans les coupes C5 et C6 après hydrogénation sélective est généralement réduite à moins de 250 ppm.

La teneur en cyclopentadiène dans une essence de craquage catalytique est inférieure à 1% pds, et généralement inférieure à 0,5% pds, alors qu'elle peut être de 20% pds dans une essence de vapocraquage.

La teneur en mercaptan est comprise entre 1 et 300 ppm, et généralement inférieure à 200 ppm.

50 Ces conditions particulières permettent d'opérer directement en aval du débutaniseur de l'essence de craquage catalytique sans qu'il soit nécessaire d'ajouter un préchauffeur ou une pompe de charge, et avec de préférence un seul réacteur.

L'invention a également pour objet une installation de traitement par hydrogénation sélective d'une essence de craquage catalytique comprenant une unité de craquage catalytique suivie d'une unité de fractionnement 55 pour séparer la fraction C₃-210 °C, un débutaniseur, puis une unité de séparation choisie parmi un dépentaniseur et un déhexaniseur, ladite installation comportant une unité d'hydrogénation sélective placée entre le débutaniseur et l'unité de séparation.

La figure 1 schématise le procédé et l'installation selon l'invention.

De l'unité de craquage catalytique 1, par exemple un craquage catalytique en lit fluide, sort un effluent qui est fractionné dans une unité 2 de fractionnement en une coupe gazole (LCO), une coupe lourde (HCO) et une coupe contenant les hydrocarbures C_3 à 210 °C, de préférence C_3 à 180 °C et avantageusement C_3 à 160 °C et de façon la plus préférée C_3 à <160 °C (c'est-à-dire point final de coupe de 160 °C).

5 Dans la figure 1, une coupe C_3 -180°C est envoyée au débutaniseur 3 pour séparer la fraction C_3 - C_4 .

La coupe C_5 -180°C obtenue (ou la coupe C_5 -160 °C ou C_5 -210 °C selon le fractionnement opéré), appelée coupe essence C_5 de craquage catalytique, est introduite dans une zone (ou l'unité) 4 d'hydrogénation sélective selon l'invention, de l'hydrogène est également introduit par exemple par la conduite 5.

10 La coupe hydrogénée obtenue entre dans l'unité 6 de séparation qui est un dépentaniseur (séparation C_5) ou un déhexaniseur (séparation C_5 - C_6). Il est obtenu donc une fraction C_5 ou une fraction C_5 - C_6 qui est avantageusement envoyée à l'unité d'éthérification, et une fraction C_7 envoyée au stockage essence.

Selon une réalisation de l'invention, le réacteur catalytique d'hydrogénation 10 comprend une zone réactionnelle catalytique traversée par la totalité de la charge et la quantité d'hydrogène nécessaire pour effectuer les réactions désirées.

15 Selon une réalisation préférée de l'invention, le réacteur catalytique d'hydrogénation 10 est agencé de manière particulière comme l'indique la figure 2, à savoir deux zones catalytiques 11 et 12, la première 11 étant traversée par la charge liquide (et une quantité d'hydrogène, amenée par une tubulure 5, inférieure à la stoechiométrie nécessaire pour convertir toutes les dioléfinés en mono oléfines) entrant par la tubulure 15; dans cette première zone, l'adoucissement a également lieu; la seconde 12 recevant la charge liquide provenant de la première zone (ainsi que le reste de l'hydrogène c'est-à-dire une quantité d'hydrogène suffisante pour convertir les dioléfinés restant en mono oléfines et pour isomériser au moins en partie les oléfines primaires et secondaires en oléfines tertiaires) par exemple injecté par une tubulure latérale 13 et dispersé à l'aide d'un diffuseur approprié 14.

25 La proportion de la première zone (en volume) est tout au plus égale à 50 % de la somme des 2 zones et de préférence de 15 à 30 %.

Puisque l'unité d'hydrogénation peut fonctionner à des pressions plus basses que celles exigées par le débutaniseur et puisque le dépentaniseur (ou déhexaniseur) ne demande pas une pression de 13 à 15 bar, la circulation de la charge à travers l'installation est obtenue grâce à une légère dépressurisation à la sortie de l'unité d'hydrogénation. Ceci permet un fonctionnement sans pompes additionnelles.

30 La température élevée du fond de débutaniseur et la grande activité des catalyseurs utilisés dans l'invention permettent à l'unité d'hydrogénation sélective de coupe C_5 de craquage catalytique de fonctionner sans four de préchauffage de la charge et d'être très compacte. Ceci conduit à une unité à faible investissement et à grande flexibilité ce qui lui confère des avantages uniques.

35 Comparé à des unités classiques d'hydrogénation, le nouveau procédé selon l'invention d'hydrogénation sélective de l'essence de craquage catalytique ne requiert ni pompes de charge ou de recyclage, ni four de préchauffage. Comparé à une unité d'hydrogénation sélective dans une colonne de distillation, le nouveau procédé offre une flexibilité bien plus grande en isolant le catalyseur de la colonne de distillation, ce qui permet de remplacer le catalyseur sans arrêter les unités situées en aval. Il permet aussi au catalyseur de fournir une activité plus importante, grâce à des températures et pressions plus élevées que celles obtenues dans le dépentaniseur.

40 Par ailleurs, le nouveau procédé permet de traiter simultanément les coupes C_5 , C_6 et C_7 -210°C. Ceci permet donc le prétraitement avant éthérification des coupes C_5 et C_6 grâce à une hydrogénation sélective flexible et peu coûteuse. Ce procédé permet d'obtenir le maximum de précurseurs d'éthers en C_5 et C_6 et de plus diminue la quantité d'antioxydants à utiliser dans l'essence traitée.

45 Il est en effet réalisé, selon la présente invention, non seulement l'hydrogénation sélective des dioléfinés mais également l'isomérisation des oléfines primaires et secondaires en oléfines tertiaires (ex. 3-méthylbutène-1 en 2-méthylbutène-2 et 2-méthylbutène-1).

Ce procédé permet donc d'améliorer la quantité de produits étherifiables, donc le rendement de production d'éthers tel que le tertioamyléther par exemple. Il améliore aussi la qualité de l'essence produite, qui présente une meilleure stabilité à l'oxydation ainsi qu'un indice d'octane amélioré.

L'exemple ci-après illustre l'invention.

50 On dispose de 100 cm³ de catalyseur LD265 de la société Procatalyse contenant 0,3 % poids de palladium supporté sur l'alumine dans un tube d'acier inoxydable de 1,9 cm de diamètre. Ce catalyseur est utilisé couramment pour l'hydrogénation des coupes C_3 et C_4 de FCC et de vapocraquage.

55 Le catalyseur est activé par réduction sous hydrogène à un débit de 30 l/h pendant 5 heures à 200 °C. L'installation est refroidie sous azote à 150 °C avant d'injecter l'essence de FCC ayant les propriétés indiquées dans le tableau 1. Le réacteur est ensuite pressurisé à 14 bar et l'essence est injectée dans le fond du réacteur

(100 cm³/h ur donc un VVH de 1 h⁻¹).

Une quantité d'hydrogène correspondant à un rapport molaire H₂/dioléfines de 1,6 est injecté. Le mélange charge/hydrogène traverse le lit catalytique en écoulement ascendant. Les résultats obtenus selon l'invention sont montrés dans le tableau 2.

5 L'effet de la vitesse spatiale est déterminé en augmentant la VVH à 5 h⁻¹ (exemple 2) puis à 10 h⁻¹ (exemple 3) tout en gardant le rapport molaire H₂/dioléfines à 1,6.

L'effet de diminuer le rapport molaire H₂/dioléfines est montré dans l'exemple 4 où ce rapport est de 1,4 et la VVH liquide est de 10 h⁻¹.

10 Une autre série de tests catalytiques a été effectuée pour illustrer la présente invention. La zone catalytique est coupée en deux lits séparés, donc 25 cm³ dans la première zone et 75 cm³ de LD265 dans la deuxième. On procède comme précédemment décrit dans l'exemple 4 sauf la quantité d'hydrogène injectée dans le réacteur avec la charge représente un rapport molaire de 0,9. Un dispositif d'injection entre les deux lits permet l'ajout d'une quantité supplémentaire d'hydrogène correspondante à un rapport molaire de 0,5 par rapport à la quantité de dioléfines initialement présentes dans l'essence brut de FCC, exemple 5.

15 On constate que l'addition étagée de l'hydrogène dans les conditions préconisées dans la présente invention permet non seulement d'améliorer la conversion des dioléfines (montrer par une augmentation de la période d'induction) mais également d'augmenter la quantité de précurseurs de TAME (i.e. 2-méthylbutène-1 et 2-méthylbutène-2) et d'adoucir, au moins partiellement, l'essence de FCC.

20 **Tableau 1. Coupe essence brute de FCC**

Point Initial	20°C
Point final	166°C
25 S (total)	224 ppm
S (mercaptan)	72 ppm
Indice de brome	67
30 MAV	20
Paraffines	29,9 % poids
Olefinés, dioléfines, cyclooléfinés	38,4 % poids
35 Naphtènes	9,1 % poids
Aromatics	22,6 % poids
coupe C ₅ , total	29,5 % poids
40 C ₅ , non saturé	15,5 % poids
C ₅ , produits étherifiables	6,2 % poids
coupe C ₆ , total	22,3 % poids
45 C ₆ , non saturé	9,8 % poids
C ₆ , produits étherifiables	3,6 % poids

Tableau 2. Exemples selon l'invention

Exemple numéro	1	2	3	4	5
VVH liquid, h ⁻¹	1	5	10	10	10
rapport molaire H ₂ /dioléfines	1,6	1,6	1,6	1,4	0,9+0,5
S (mercaptan), ppm	64	64	62	64	28
Indice de brome	56	56	56	58	60
C ₅ , produits étherifiables, % poids	6.4	6.4	6.3	6.2	6.5
C ₅ , rendement en étherifiables	103 %	103 %	102 %	100 %	105 %
C ₆ , produits étherifiables, % poids	3.75	3.75	3.7	3.65	3.8
C ₆ , rendement en étherifiables	104 %	104 %	103 %	101 %	106 %
C6 ⁺ , période d'induction (min)	470	470	440	435	480

Revendications

1 - Procédé de traitement par hydrogénation sélective de l'essence de craquage catalytique ayant une teneur en dioléfines inférieure à 5%, une teneur en cyclopentadiène inférieure à 1% et une teneur en mercaptan comprise entre 1 et 300 ppm, caractérisé en ce que la coupe essence C₅-210°C est mise au contact, sous une pression de 4-25 bar, à une température de 80-200 °C, avec une LHSV de 1-10 h⁻¹, avec un catalyseur comprenant 0,1 à 1 % poids de palladium déposé sur un support contenant au moins 50% d'alumine.

2 - Procédé selon la revendication 1, caractérisé en ce que le catalyseur contient 0,2-0,5 % poids de palladium.

3 - Procédé selon l'une des revendications précédentes, caractérisé en ce que le support contient au moins 90 % d'alumine.

4 - Procédé selon l'une des revendications précédentes, caractérisé en ce que le support est de l'alumine pure.

5 - Procédé selon l'une des revendications précédentes, caractérisé en ce que le catalyseur contient également de l'or, dans un rapport pondéral Au/Pd supérieur ou égal à 0,1 et inférieur à 1.

6 - Procédé selon l'une des revendications précédentes, caractérisé en ce que la température est comprise entre 130 et 200 °C.

7 - Procédé selon l'une des revendications précédentes, caractérisé en ce que la température est comprise entre 150 et 170 °C.

8 - Procédé selon l'une des revendications précédentes, caractérisé en ce que la pression est comprise entre 10 et 20 bar.

9 - Procédé selon l'une des revendications précédentes, caractérisé en ce que la pression est comprise entre 12 et 16 bar.

10 - Procédé selon l'une des revendications précédentes, caractérisé en ce que la LHSV est comprise entre 4 et 10 h⁻¹.

11 - Procédé selon l'une des revendications précédentes, caractérisé en ce que le point final de la coupe est de 180 °C.

12 - Procédé selon l'une des revendications précédentes, caractérisé en ce que le point final de la coupe est de 160 °C.

13 - Installation pour le traitement par hydrogénation sélective d'une essence de craquage catalytique comprenant une unité de craquage catalytique suivie d'une unité de fractionnement pour séparer une coupe C₃-210 °C, un débutaniseur, puis une unité de séparation choisie parmi un dépentaniseur et un déhexaniseur, installation caractérisée en ce que une unité d'hydrogénation sélective est placée entre le débutaniseur et l'unité de séparation.

14 - Installation selon la revendication 13, caractérisée en ce que l'unité d'hydrogénation sélective est constituée d'un réacteur comprenant deux zones catalytiques, la première étant traversée par la charge liquide

EP 0 685 552 A1

et une quantité d'hydrogène inférieure à la stoechiométrie, la seconde recevant la charge liquide provenant de la première zone ainsi que le reste de l'hydrogène injecté par un tubulure latérale.

5

10

15

20

25

30

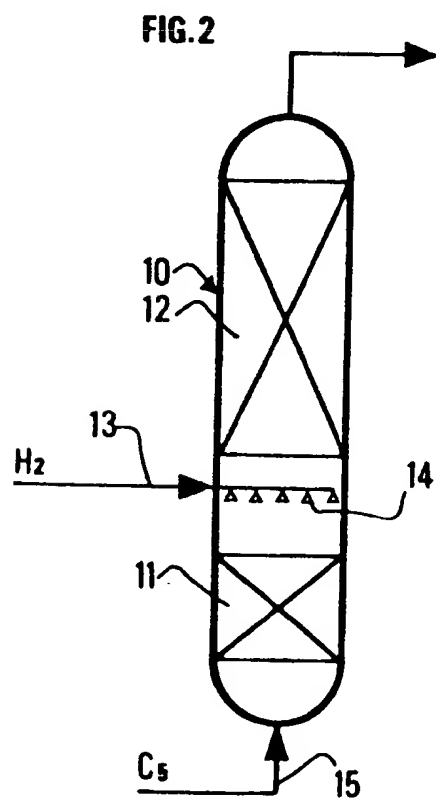
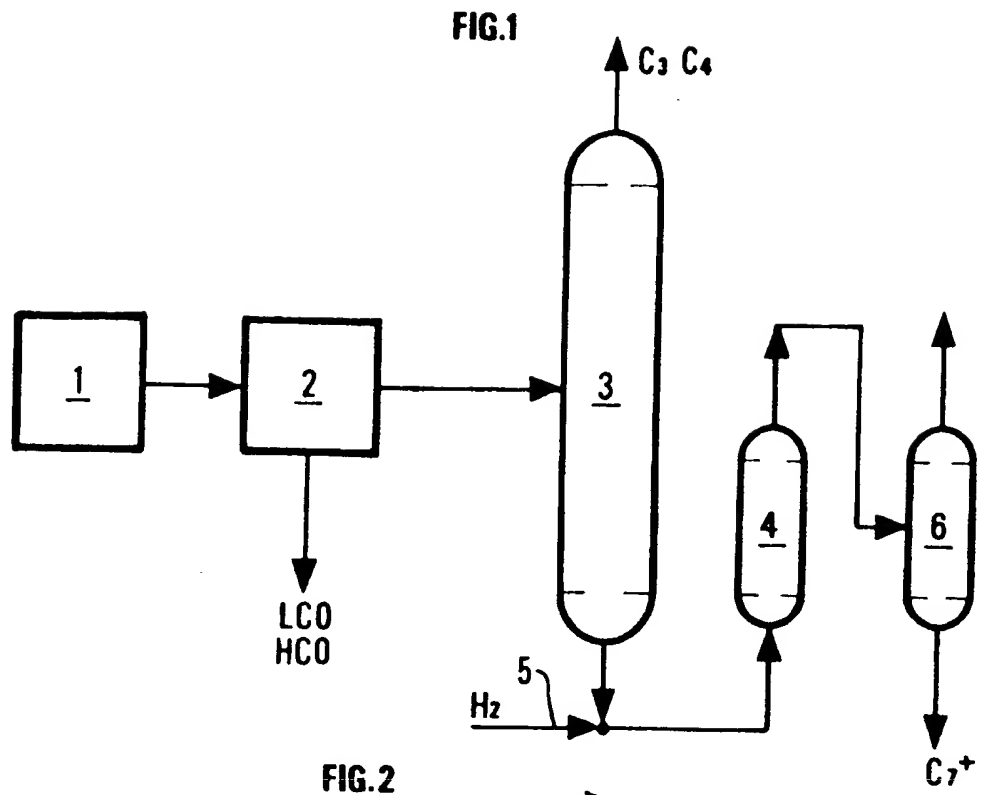
35

40

45

50

55



Office européen
des brevets

RAPPORT DE RECHERCHE EUROPEENNE

Numero de la demande
EP 95 40 1244

DOCUMENTS CONSIDERES COMME PERTINENTS			
Catégorie	Citation du document avec indication, en cas de besoin, des parties pertinentes	Revendication concernée	CLASSEMENT DE LA DEMANDE (Int.Cl.6)
X	GB,A,1 565 754 (BP) * le document en entier *	1-4,6-12	C10G45/40 C10G69/04
Y	---	14	
X	FR,A,2 482 953 (IFP) * page 1, ligne 4 - ligne 25; revendications 1-5 *	1-3,5-12	
X	EP,A,0 564 329 (IFP) * page 1, ligne 17; revendications 1-11 *	1-3,6-12	
X	GB,A,2 053 959 (IFP) * le document en entier *	1-3,6-12	
Y	GB,A,1 346 778 (BP) * le document en entier *	14	
A	EP,A,0 554 151 (IFP) * revendications 1-6; figure 2 *	14	
			DOMAINES TECHNIQUES RECHERCHES (Int.Cl.6)
			C10G
Le présent rapport a été établi pour toutes les revendications			
Lieu de la recherche LA HAYE		Date d'achèvement de la recherche 31 Août 1995	Examineur Michiels, P
CATEGORIE DES DOCUMENTS CITES		T : théorie ou principe à la base de l'invention E : document de brevet antérieur, mais publié à la date de dépôt ou après cette date D : cité dans la demande L : cité pour d'autres raisons A : membre de la même famille, document correspondant	
X : particulièrement pertinent à lui seul Y : particulièrement pertinent en combinaison avec un autre document de la même catégorie A : arrière-plan technologique O : divulgation non-écrite P : document intercalaire			

EPO FORM 1500 (04/82) (P04C02)